

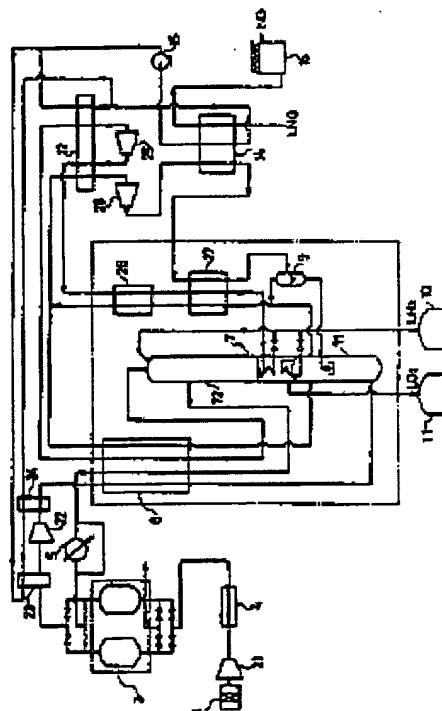
**AIR SEPARATING DEVICE**

**Patent number:** JP2052980  
**Publication date:** 1990-02-22  
**Inventor:** SENCHI TETSUO; others: 04  
**Applicant:** KOBE STEEL LTD; others: 01  
**Classification:**  
- **international:** F25J3/04; B01D53/04; B01D53/26  
- **europaean:**  
**Application number:** JP19880204965 19880818  
**Priority number(s):**

**Abstract of JP2052980**

**PURPOSE:**To reduce the total power of a compressor by a method wherein material air is pressurized to a pressure necessary for adsorbing operation in an adsorbing tower at the inlet side of the adsorbing tower and, further, is pressurized to a pressure within a limit pressure capable of effecting rectification operation in the high-pressure tower of a rectifying tower at the outlet side of the adsorbing tower.

**CONSTITUTION:**Material air from a material filter 1 is pressurized by a primary material compressor 21 to a pressure ( $5\text{kg/cm}^2\text{g}$ ) necessary for adsorbing operation in an adsorbing tower 3 while the material air from the adsorbing tower 3 is pressurized by a secondary compressor 22 to a pressure ( $10\text{kg/cm}^2\text{g}$  or less, for example) within a limit pressure capable of effecting rectification operation in a high-pressure tower 71 for a rectifying tower 7. Accordingly, the operating pressure of the high-pressure tower 71 becomes same as the delivery pressure of the secondary material compressor 22 in the case of this device.



Data supplied from the esp@cenet database - Worldwide

**BEST AVAILABLE COPY**

## ⑫ 公開特許公報(A) 平2-52980

⑤ Int. Cl.<sup>5</sup>

識別記号

庁内整理番号

④ 公開 平成2年(1990)2月22日

F 25 J 3/04  
B 01 D 53/04  
53/26  
F 25 J 3/04

1 0 1

Z 7636-4D  
B 8516-4D  
D 8014-4D  
B 7636-4D

審査請求 未請求 請求項の数 1 (全5頁)

⑭ 発明の名称 空気分離装置

⑰ 特 願 昭63-204965

⑱ 出 願 昭63(1988)8月18日

⑲ 発 明 者 泉 地 哲 夫 兵庫県神戸市北区南五葉5丁目7-3  
⑲ 発 明 者 田 中 正 幸 兵庫県神戸市東灘区魚崎中町1-1-24  
⑲ 発 明 者 浅 田 和 彦 兵庫県姫路市野里大日町376-2  
⑲ 発 明 者 富 阪 泰 兵庫県神戸市北区泉台1丁目12-7  
⑲ 発 明 者 久 角 喜 徳 大阪府大阪市東区平野町5丁目1番地 大阪瓦斯株式会社  
⑲ 出 願 人 株式会社神戸製鋼所 兵庫県神戸市中央区脇浜町1丁目3番18号  
⑲ 出 願 人 大阪瓦斯株式会社 大阪府大阪市東区平野町5丁目1番地  
⑲ 代 理 人 弁理士 小谷 悦司 外2名

## 明 細 書

## 1. 発明の名称

空気分離装置

## 2. 特許請求の範囲

1. 原料空気中から水分等の不要成分を吸着除去する吸着塔を備えた原料供給ラインと、この原料供給ラインから供給される原料空気を液体空気と窒素ガスとに分離する高圧塔および上記液体空気を液体酸素と窒素ガスとに分離する低圧塔から成る精留塔と、この精留塔の高圧塔から出た高圧窒素を加圧しかつ液化天然ガスを寒冷却源とする冷媒との熱交換により冷却し液化させて上記高圧塔に還流液として送り込む高圧液体窒素還流ラインと、精留塔の低圧塔頂部から出た低圧窒素を加圧して低圧塔底部に送り込み液体酸素との熱交換によって液化させる低圧窒素液化ラインとを具備し、上記原料供給ラインに、上記吸着塔の入口側において原料空気を吸着塔での吸着操作に必要な圧力まで加圧する一次原料圧縮機と、吸着塔から出た

原料空気をさらに精留塔の高圧塔での精留操作を行ないうる限度内において加圧して高圧塔に送り込む二次原料圧縮機とが設けられてなることを特徴とする空気分離装置。

## 3. 発明の詳細な説明

(産業上の利用分野)

本発明は原料空気から液体窒素および液体酸素を製造するための空気分離装置に関するものである。

(従来の技術)

従来の空気分離装置の構成と作用を第2図によって説明する。

原料空気濾過器1で濾過された原料空気は、原料圧縮機2により吸着塔3での吸着操作を行なうのに必要な圧力(通常は5kg/cm<sup>2</sup>g、以下、この例で説明する)まで加圧され、吸着塔3で水分および炭酸ガス等の不要成分を除去された後、コールドボックスCに入る。4は予冷器、5は再生ガス加熱器である。

コールドボックスCは、主熱交換器6、精留塔7、循環窒素熱交換器8、フラッシュボトル(減圧器)9から成っている。また、精留塔7は、原料空気圧力(5 kg/cm<sup>2</sup>)で操作される高圧塔71と、これよりも低圧(通常は0.2~0.5 kg/cm<sup>2</sup>)で操作される低圧塔72とから成っている。

吸着塔3から出た原料空気は、主熱交換器6により沸点近くまで冷却された後、精留塔7の高圧塔71に入り、同塔内を上昇する間に還流液体窒素との接触により次第に窒素濃度を高め、頂部では高純度窒素ガスとなる。この窒素ガスは低圧塔底部の液体酸素との熱交換により凝縮して液体窒素となり、その一部は低圧塔還流液として低圧塔頂部に、また一部は高圧塔還流液として高圧塔頂部にそれぞれ供給され、残りは製品液体窒素として液体窒素タンク10に抜き出される。

上記高圧塔還流液は、高圧塔71内を下っていく間に空気と接触して酸素濃度を高めつつ塔底から酸素35~40%を含む液体空気となって抜き

出され、低圧塔中間部に供給される。

この液体空気は、低圧塔72内を下降する間に酸素濃度を増し、同塔底部から高純度液体酸素が液体酸素タンク11に抽出され、同塔頂部から高純度窒素が抜き出される。また、低圧塔上部からは低純度窒素ガスが抜き出され主熱交換器6により加熱された後、再生ガスとして吸着塔3に入る。

上記高純度低圧窒素ガスは、一部が主熱交換器6により、残りが循環窒素熱交換器8によりそれぞれ加熱された後、循環窒素予冷器12を経て循環窒素圧縮機13により加圧される。この加圧された窒素ガスは、液化天然ガス熱交換器(以下、LNG熱交換器という)14で冷却されて液化し、循環窒素熱交換器8の低温部に入る。同熱交換器8を出た液体窒素は、フラッシュボトル9により高圧塔71の圧力まで減圧され、一部はガス化して熱交換器8経由で循環窒素圧縮機13に戻り、残りは高圧塔頂部に還流液として供給される。

上記LNG熱交換器14には、高圧低温(通常は40 kg/cm<sup>2</sup>、-150℃)の液化天然ガス

(以下、LNGという)が寒冷源として供給され、このLNGにより上記循環窒素圧縮機13から出た高圧窒素、および循環窒素予冷器12に寒冷を与える循環冷媒(通常はフロン)が冷却される。

また、循環窒素圧縮機13は、低圧塔頂部から出た低圧(0.2 kg/cm<sup>2</sup>)の窒素ガスを高圧塔71の操作圧力(5 kg/cm<sup>2</sup>)まで加圧する低圧段圧縮機13aと、この低圧段圧縮機13aから出た窒素ガスを液化させるのに必要な圧力でかつLNG圧力(40 kg/cm<sup>2</sup>)よりも高い圧力(通常は60 kg/cm<sup>2</sup>)に加圧する高圧段圧縮機13bとによって構成される。

なお、15は冷媒ポンプ、16はLNG加熱器である。

(発明が解決しようとする課題)

このような空気分離装置において、液体窒素の生産量は、一般的には、液体酸素生産量の1~1.5倍であるが、近年、液体窒素の需要の伸びに伴い、液体窒素の生産量を液体酸素の3倍以上まで増加させる必要性が生じている。

ところが、従来装置によると、液体窒素の生産量の増加によって圧縮機の総動力が増加するという問題が生じていた。

すなわち、圧縮機の動力は、流量と圧縮比とによって決定される。このうち、圧縮比は、原料圧縮機2については、常圧から5 kg/cm<sup>2</sup>まで、循環圧縮機13では高圧塔圧力(5 kg/cm<sup>2</sup>)または低圧塔圧力(0.2 kg/cm<sup>2</sup>)から60 kg/cm<sup>2</sup>までと、循環圧縮機側で格段に大きい。一方、液体窒素の生産量が液体酸素生産量の1.2倍未満では、循環窒素圧縮機13の流量(以下、循環窒素流量という)は原料圧縮機2の流量(以下、原料流量という)に対して同等かそれ以下であるが、液体窒素生産量が液体酸素生産量の1.2倍以上となると、逆に循環窒素流量が原料流量よりも多くなる。

従って、従来装置によると、圧縮比の高い循環圧縮機13の流量が増加することにより、圧縮機総動力が増加して動力コストを押し上げ、これにより製品製造原価が高騰することとなっていた。

そこで本発明は、循環窒素流量が原料流量よりも多い場合に、圧縮機総動力を節減することができる空気分離装置を提供するものである。

(課題を解決するための手段)

本発明は、原料空気中から水分等の不要成分を吸着除去する吸着塔を備えた原料供給ラインと、この原料供給ラインから供給される原料空気を液体空気と窒素とに分離する高圧塔および上記液体空気を液体酸素と窒素とに分離する低圧塔から成る精留塔と、この精留塔の高圧塔から出た高圧窒素を加圧しかつ液化天然ガスを寒冷源とする冷媒との熱交換により冷却し液化させて上記高圧塔に還流液として送り込む高圧液体窒素還流ラインと、精留塔の低圧塔頂部から出た低圧窒素を加圧して低圧塔底部に送り込み液体酸素との熱交換によって液化させる低圧窒素液化ラインとを具備し、上記原料供給ラインに、上記吸着塔の入口側において原料空気を吸着塔での吸着操作に必要な圧力まで加圧する一次原料圧縮機と、吸着塔から出た原料空気をさらに精留塔の高圧塔での精留操作を行

ないうる限度内において加圧して高圧塔に送り込む二次原料圧縮機とが設けられてなるものである。  
(作用)

このように、流量の少ない原料供給側での圧縮比を高くし、大流量の循環窒素の圧縮比を低くすることにより、圧縮機総動力を小さく抑えることができる。

(実施例)

本発明の実施例を第1図によって説明する。

第1図において、従来装置を示す第2図と同一部分には同一符号を付して示している。

従来装置との相違点のみを説明すると、この実施例装置においては、原料濾過器1を出た原料空気を、一次原料圧縮機21により、従来装置の原料圧縮機2と同様、吸着塔3での吸着操作を行なうのに必要な圧力(5 kg/cm<sup>2</sup>)まで加圧するとともに、吸着塔3から出た原料空気を、二次圧縮機22により、精留塔7の高圧塔71で精留操作を行ないうる限度圧力内でさらに加圧(たとえば10 kg/cm<sup>2</sup>、以下、この例で説明する)するよ

うにしている。従って、この装置の場合、高圧塔71の操作圧力はこの二次原料圧縮機22の吐出圧と同じ10 kg/cm<sup>2</sup>となる。

23、24は二次原料圧縮機22の入口および出口で原料空気を予冷する原料予冷器で、LNG熱交換器14で冷却された冷媒が寒冷として与えられる。

精留塔7においては、高圧塔71での分離操作によって高圧窒素ガスが高圧塔上部から、また低圧塔での分離操作によって低圧窒素ガスが低圧塔頂部からそれぞれ抜き出される。

このうち、低圧窒素ガスは、低圧段圧縮機25により加圧された後、第1および第2熱交換器26、27を経て低圧塔底部に入り、ここで液体酸素との熱交換作用によって液化した後、一部が低圧塔還流液として低圧塔頂部に送られ、残りが製品液体窒素として液体窒素タンク10に抜き出される。ここで、低圧段圧縮機25では低圧塔頂部から出た0.2 kg/cm<sup>2</sup>の低圧窒素ガスを、上記低圧塔底部での熱交換によって液化させるのに必

要な圧力(たとえば5 kg/cm<sup>2</sup>)まで加圧する。

一方、高圧塔上部から出た高圧窒素ガスは、高圧段圧縮機28により加圧され、次いでLNG熱交換器14により冷却され液化した後、第2熱交換器27を経てフラッシュボットル9で減圧され、高圧塔上部に高圧塔還流液として送られる。ここで、高圧段圧縮機28では、高圧塔上部から出た10 kg/cm<sup>2</sup>の窒素ガスを、LNG熱交換器14で液化させるのに必要な圧力でかつLNG圧力よりも高い圧力(従来同様、通常60 kg/cm<sup>2</sup>)まで加圧する。

このように、流量の少ない原料空気を、従来装置においては原料圧縮機2によって高圧塔71上部の窒素を低圧塔72底部の液体酸素で凝縮させるために必要な圧力で、かつ吸着塔3での吸着操作に必要な圧力である5 kg/cm<sup>2</sup>までしか加圧しなかったのに対し、この装置においては一次および二次両圧縮機21、22によって常圧から高圧塔71での分離操作を行ないうる限度圧力(約30 kg/cm<sup>2</sup>)内の圧力である10 kg/cm<sup>2</sup>まで加

圧し、その分、流量の多い循環窒素の圧縮比、すなわち高圧段圧縮機28の圧縮比を小さくしたから、圧縮機総動力を低減することができる。

この点を詳述すると、液体窒素の生産量がたとえば液体酸素生産量の3倍になった場合には、高圧段圧縮機28の窒素流量は原料空気流量の約1.8倍となる。この条件で従来装置と本装置の圧縮機総動力を比較すると、等温圧縮機の場合、その動力Wは、

$$W = a F \ln(P_{out} / P_{in})$$

aは係数、Fは流量、 $P_{out}$ は吐出圧(絶対圧)、 $P_{in}$ は吸込圧(絶対圧)である。

よって、従来装置の場合、原料圧縮機2の動力 $W_{11}$ は、

$$W_{11} = a F \ln(6 / 1)$$

また、高圧段圧縮機13bの動力 $W_{12}$ は、

$$W_{12} = a \times 1.8 F \ln(61 / 6)$$

となる。

一方、本装置の場合、一次原料圧縮機21の動力 $W_{21}$ は、

$$W_{21} = a F \ln(6 / 1) + a F \ln(11 / 6)$$

また、高圧段圧縮機28の動力 $W_{22}$ は、

$$W_{22} = a \times 1.8 F \ln(61 / 11)$$

ここで、低圧段圧縮機25の動力は、従来装置の低圧段圧縮機13aの動力と同じであるため、総動力の差は、

$$\Delta W = W_{11} + W_{12} - W_{21} - W_{22} = a(1.8 - 1) F \ln(11 / 6)$$

となる。すなわち、本装置によると、従来装置に比べて

$$\Delta W = a 0.8 F \ln(11 / 6)$$

分の動力を低減することができる。

ところで、原料空気の圧力は、高圧塔71での分離操作を行ないうる限度圧力内で上記した10 kg/cm<sup>2</sup>以上に上げてよい。ただし、この限度圧力内においても、圧力が高くなるほど精留条件が悪くなるため、これを補うために高圧塔段数を増加させる等の対策が必要となる。

(発明の効果)

上記のように本発明によるときは、原料空気を、吸着塔の入口側で吸着塔での吸着操作に必要な圧力まで加圧し、さらに吸着塔出口側で精留塔の高圧塔での精留操作を行ないうる限度圧力内で加圧することにより、従来装置と比較して、原料空気の圧力を高め、液体窒素生産量の増加によって循環窒素流量が原料空気流量よりも多くなる場合に、大流量の循環窒素の圧縮比を小さく、少流量の原料空気の圧縮比を大きくする構成としたから、圧縮機総動力を低減することができる。このため、製造コスト中に大きな割合を占める動力コストを安くでき、製品製造原価の低廉化を実現しうるものである。

#### 4. 図面の簡単な説明

第1図は本発明の実施例にかかる空気分離装置のフローシート、第2図は従来装置のフローシートである。

21…一次原料圧縮機、3…吸着塔、22…二次原料圧縮機、7…精留塔、71…精留塔の高圧

塔、72…同低圧塔、25…低圧窒素液化ラインの低圧段圧縮機、28…高圧液体窒素液化ラインの高圧段圧縮機、14…液化天然ガス熱交換器。

特許出願人

同

代理人

同

同

株式会社神戸製鋼所

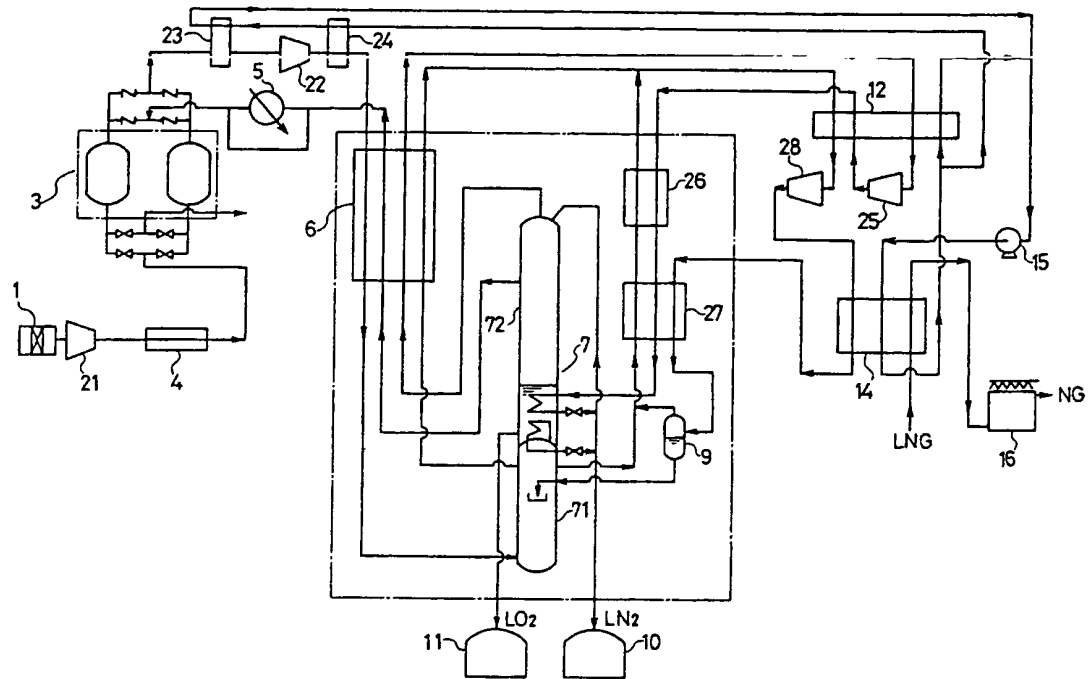
大阪瓦斯株式会社

弁理士 小谷悦司

弁理士 長田 正

弁理士 伊藤孝夫

第 1 図



第 2 図

